

## ⑫ 公開特許公報 (A)

昭57-73076

⑤ Int. Cl.<sup>9</sup>  
C 10 J 3/54

識別記号

庁内整理番号  
7731-4H

⑬ 公開 昭和57年(1982)5月7日

発明の数 2  
審査請求 未請求

(全 11 頁)

⑭ 流動層内で循環する粉粒体を用い可燃物質を  
熱分解ガス化する装置および方法

⑯ 特 願 昭55-82181

⑰ 出 願 昭55(1980)6月19日

⑱ 発 明 者 国井大蔵

東京都目黒区中町1-25-16

⑲ 出 願 人 国井大蔵

東京都目黒区中町1-25-16

⑳ 代 理 人 弁理士 伊東彰

## 明 細 書

## 1. 発明の名称

流動層内で循環する粉粒体を用い可燃物質を  
熱分解ガス化する装置および方法

## 2. 特許請求の範囲

(1) 下方に向つて断面積を小さくする筒状の容器中に内筒を納め、内筒と筒状容器の間の環状の空間をほぼ垂直な隔板によつて3個もしくはそれ以上の空間(以下環状部空間と称する)に仕切り且つ内筒の上部と下部および一つの隔板の上部および他の隔板の下部に開口を設けることからなる装置であつて、連続する筒状容器の空間に平均粒径0.05~2mmの範囲にある粉粒状固体を納め、筒状容器の下方の任意の箇所に設けた気体送入口より気体を連続的に送入して前記環状部空間の第1の空間において該粉粒状固体を平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態に保ちながら該粉粒状固体を上方に移動させ、内筒の上部に設けた開口を通じて該粉粒状固体を内筒内空間に導き、以下順次に内筒内を平均空

隙率0.35~0.75の移動層あるいは濃厚流動層の状態下方に移動させ、内筒下部に設けた開口を通じて該粉粒状固体を前記環状部空間の第2の空間の下部に移動させ、筒状容器の下部の任意の箇所に設けた空気あるいは酸素を含む気体の送入口より空気あるいは酸素を含む気体を送入して該粉粒状固体を平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態に保ちながら上方に移動させ、一つの隔板の上端に設けた開口を通じて該粉粒状固体を前記環状部空間の第3の空間の上部に移動させ、その内部を平均空隙率0.35~0.75の移動層あるいは濃厚流動層の状態下方に移動させ、もう一つの隔板の下部に設けられた開口を通じて前記環状部空間の第1の空間に該粉粒状固体を循環移動させるように構成し、3個を超えて環状部空間に残る空間のある場合は、上記の第1、第2及び第3の空間から選ばれた少なくとも一つの空間の機能と同じ機能を該残る空間に並行して負わせるように構成された単一の容器内で循環する粉粒状固体の流動層によつ

て固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を熱分解ガス化する装置

(2) 特許請求の範囲第(1)項記載の可燃物質を熱分解ガス化する装置を使用し、固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を前記環状部空間の第1の空間内にある該粉粒状固体の濃厚流動層中には連続的に導入し、500~1050℃の温度範囲で可燃物質の熱分解ガス化反応を生起させ、熱分解ガス化反応によつて発生した固体状の炭素質あるいは可燃分を含む固体を循環する該粉粒状固体に伴なつて内筒の上部に設けた開口を通じて内筒内部に移動させ、以下順次に内筒内を移動層あるいは濃厚流動層の状態で下方に移動させ、内筒下部に設けた開口を通じて環状部空間の第2の空間に移動させ、筒状容器の下部の任意の箇所より空気あるいは酸素を含む気体を送入して、前記固体状炭素質あるいは可燃分を含む固体を燃焼あるいは部分酸化反応を生起させて循環する該粉粒状固体を600~1100℃の温度に加熱し、高温の該粉粒状固体を環

の状態で循環させ、一つの帯域に可燃物質を連続的に送入して熱分解ガス化反応を起させる装置および方法に関する。

重質石油類すなわち原油、重油、常圧および減圧残油、ピッチなどを熱分解ガス化して化学工業原料およびきれいな液体、気体を製造する方法として、粉粒状の固体を高温流動層を形成する熱分解ガス化反応塔と、他の高温流動層を形成する燃焼加熱塔の間に循環させることにより、熱分解ガス化し、それによつて生成した残渣を燃焼して粉粒状の固体を加熱するとともに高温の粉粒状固体を熱分解ガス化反応塔に循環して熱分解ガス化反応に必要な熱エネルギーを供給する方法は公知である。この方法は従来から固形廃棄物のガス化、石炭のガス化等にも応用されている。

一方高温の単一流動層の中に液体状あるいは固体状の重質炭化水素類を送入して熱分解、ガス化を行なう方法も公知であるが、この方法においては熱分解ガス化反応に必要な熱エネルギ

状部空間の第3の空間を経て環状部空間の第1の空間に移動させ、3個を超えて環状部空間に張る空間のある場合は、上記の第1、第2及び第3の空間から選ばれた少なくとも一つの空間の機能と同じ機能を該残る空間に負わせることによつて固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質の熱分解ガス化に必要な熱エネルギーを供給するとともに、内筒および隔壁を通ずる熱伝導によつて熱分解ガス化に必要な熱エネルギーの一部を供給することを特徴とする単一の容器内で循環する粉粒状固体の流動層によつて固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を熱分解ガス化する方法

### 3. 発明の詳細な説明

本発明は固体状、液体状およびスラリー状の可燃物質の連続熱分解ガス化装置およびその方法に関し、さらに詳しくは筒状の容器の中に径の小さい内筒を設け、筒状器と内筒の間に出来る環状部を隔壁を設けて3個の帯域に分割し、内筒内部と各帯域に粉粒状固体を高温の流動層

一を得るために熱分解生成物の燃焼を行なう必要がある。そのため一般には酸素と水蒸気の混合気体を送入して熱分解ガス化を行なうが、酸素を使用するため製造コストが高くなるだけでなく、例えば熱分解によつてオレフィン類などの有用成分を得ようとする場合には、大量の水素と一酸化炭素を含有するため有用成分の濃度の低いガスを生ずることになり、その分離に要する装置とエネルギーが大きくなる。また水素、一酸化炭素を含有するために、発生ガスの熱量を高い値にすることができない。酸素の代りに空気を使用する方法も公知であるが、空気中の窒素がそのまま含有されるので、低カロリーの貧ガスを発生することとなる。

前記の方法、すなわち高温流動層を形成する熱分解ガス化塔と他の燃焼加熱塔の間に粉粒状の固体を循環させる方法は酸素を使用する必要がない上に濃度の高い有用成分および高カロリーの燃焼ガス、必要によつては液状成分を得ることができるので、重質油などの液状炭化水素、

石炭などの固体状炭化水素、固体廃棄物のような可燃物の熱分解ガス化を大規模に行なう場合には、単一流動層による熱分解ガス化方法にくらべ、高濃度、高カロリーの製品と低い製造コストで得られるという利点があるが、一方装置の構造および制御系が単一流動層にくらべて複雑となり、小規模の熱分解ガス化を行なう場合には製造コスト上さほど有利とは言えない。

本発明は熱媒体循環による固体状、液体状、スラリー状の可燃物質の熱分解ガス化を規模の大小に拘らず、低い製造コストで安定、連続的に行なうことを目的として、単一の流動層を内筒および隔板によつて4個の帯域にわけ、それらの間に熱媒体を連続的に循環させることによつて可燃物質の熱分解ガス化を、残渣の燃焼、部分燃焼を別の帯域において行なわせ、熱分解ガス化の生成物と燃焼、部分燃焼による燃焼ガス、可燃ガスを別々に取り出す装置および方法を提供するのである。

本発明において熱分解ガスを行なうことので

きる可燃物質は石炭類、チャー、ピッチなどの固体状燃料、プラスチック類、紙類、木片などを含む一般および産業廃棄物、樹皮、コンストック、穀殻などの農林産系副生固体原料または廃棄物など、可燃性のすべての固体であり、また原油、常圧残油、減圧残油、タール、タンク残油などの可燃性のすべての液体、さらに例えば微粉状固体と可燃液体との混合物のような泥状、スラリー状の可燃混合物である。

本発明における熱媒体すなわち粉粒状の固体は600~1100℃の範囲で与えられた可燃物質に適した温度範囲において流動層状態で循環できるものであればその種類に限定されず、例えば砂、アルミナ、耐火物、コークス、鉄鉱石、石灰石、ドロマイト、石炭灰その焼結粒、セメントクリンカー、触媒粒などを使用することができるが、その平均粒径は0.05~2mmの範囲である。

次に本発明の実施例を図面に基いて説明する。

第1図は本発明の装置の一実施態様の垂直縦

断面図であり、1は筒状をなす容器であつて下方に向つて断面積を小さくしてあり、その中に内筒2を納め、内筒の上部には開口3、内筒下部には開口4を作つて内筒内部の空間および筒状容器1と内筒2によつて形成される空間（環状部空間）との間を連絡する。

第2図は第1図における筒状容器1のA-A'における水平横断面図であり、環状部空間を隔板5および6によつて仕切り且つその仕切られた空間7と内筒内の空間8を内筒上部の開口3によつて連絡する。

第3図は第1図における筒状容器1のB-B'における水平横断面図であり、環状部空間は隔板5、6および9によつて3個の空間部分すなわち7'、10'、11'に仕切られる。

第4図は第1図における筒状容器1のC-C'における水平横断面図であり、環状部空間は隔板5、6および9によつて3個の空間7'、10'、11'に仕切られており、そのうち空間7'および11'には筒状容器1の外側から気体送入口12、12'、

12''...および13、13'、13''...が設置される。この際気体送入口の形状、数および位置は任意である。

第5図は第1図の筒状容器1のD-D'における水平横断面図であり、それぞれ下方に向つて内径を小さくしている環状部空間は隔板5、6および9によつて3個の空間、すなわち7'、10'、11'に仕切られる。

第6図は第1図の筒状容器1のE-E'における水平横断面図であり、内筒2の下部に設けた開口4によつて内筒内の空間8'と環状部空間11''とはE-E'断面の位置において連絡している。

第1図~第6図において説明した装置に基づいて本発明の方法を具体的に説明する。第1図において内筒の空間8'、および8''、環状部空間7'および7''、11'および11''は前記した粉粒状の熱媒体を納め、送入口14および整流器15を経て送入される気体および送入口12、12'、12''...、13、13'、13''...を経て送入される気体によつて平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態に保たれ

る。第1図には示されてないが、第3図～第6図にある環状部空間10, 10', 10''にも熱媒体が納められ、平均空隙率0.35～0.75の移動層もしくは濃厚流動層の状態に保たれる。

第1図において16は原料の可燃物質の送入口で、環状部空間7'において500～1050℃の温度範囲で濃厚流動層状態にある熱媒体の中に、固体状、液体状あるいはスラリー状で連続的に送入し、短時間で原料を環状部空間7'内の濃厚流動層内に分散させることにより、急速な熱分解と残留重質炭化水素、炭素等固体のガス化の一部を生起させる。この際固体状の原料は1α以下に調整することが好ましいが、例えばプラスチック廃棄物および紙類のように熱分解ガス化反応が進みやすい原料は必ずしも大きさを調整する必要はなく、原料の送入および流動層の操作に支障がなければその大きさに制限はない。

熱分解ガス化反応に必要な熱エネルギーを与えることによつて少しく温度の低下した熱媒体は原料の熱分解ガス化によつて生成した炭素含

有の固体状残査を環状部空間7'の流動層から内筒上部に作つた開口3を通つて内筒内空間8'に入り、ここに平均空隙率0.4～0.85の移動層あるいは濃厚流動層を形成し、内筒下部にある整流器15を通して送入される気体によつて流動化するとともに、炭素含有の固体状残査のガス化を進行させ、内筒内空間8'においてガス化を行なつた炭素含有の固体状残査は熱媒体に伴なわれて内筒下部に作つた開口4を通じて環状部空間11'に入り、整流器15を通して送入される流動化用気体の作用で熱媒体と共に環状部空間11'から11'中に上昇する。第1図および第4図において13, 13', 13''は空気あるいは酸素に富む気体の送入口であり、環状部空間11'において熱媒体を平均空隙率0.4～0.85の濃厚流動層状態に保つとともに、熱媒体に伴われて来る炭素含有の固体状残査を燃焼あるいは部分酸化して熱媒体を加熱して原料の熱分解ガス化に必要な熱エネルギーを供給する。この際炭素含有の固体状残査は例えば固体廃棄物、ペ

イオマス、石炭などを原料にする場合には熱媒体に伴われて流動するが、例えば重質油、ピッチなどの液体状原料を噴霧して送入する場合には熱分解後の炭素質残査は熱媒体の表面に膜状に付着するが、本発明はそのどちらであつても差支えない。

また酸素に富む気体、例えば酸素と水蒸気、あるいは酸素と二酸化炭素の混合ガスを用いる場合には、炭素含有の固体状残査は部分酸化をうけて一酸化炭素および水素を発生するので、還元用あるいは化学工業用の原料ガスにすることができる。

第1図において濃厚流動層を形成させる環状部空間11'の上部空間は11であるが、第3図において環状部空間10と11を仕切る隔板9は第1図の開口3の下端とはほぼ同様のレベルにおいて上端17を有するので、第3図において仕切られている環状部空間10'と11'はその上部では中間の隔板がなく合体としている。

第1図において環状部空間11'において加熱

された熱媒体は第3図に示す隔板9の上端、すなわち第2図における17を経て環状部空間10に入り、第3図の環状部空間10'において平均空隙率0.35～0.75の移動層あるいは濃厚流動層状態で下降する。この熱媒体は第4図の環状部空間10'、第5図の10'を経て第6図の環状部空間10''に入るが、この位置において隔板6は下端を有しており、環状部空間10''は隣の環状部空間7'と開口30によつて合体している。熱媒体は開口30を通つて環状部空間7'に入り、第1図の整流器15を通じて送入される流動化用の気体の作用により濃厚流動層状態で上方に移送され第1図および第5図の7'に移送され、さらに第1図、第4図に示される送入口12, 12', 12''...から送入される流動化気体の作用によつて平均空隙率0.4～0.85の濃厚流動化状態に保たれ、原料の送入口16から送入される原料を短い時間で分散し、これを熱分解ガス化する。この際送入口12, 12', 12''...から送入される流動化用の気体の種類は任意であるが、目的物の濃度を高

く、または高カロリーのガスを得ることが目的の場合には、例えば水蒸気、二酸化炭素ガスあるいは製造した燃料ガスそのものの一部を使用することが好ましい。

第1図において環状部空間7'および内筒内空間8'において発生した熱分解生成ガスおよび蒸気は上部空間7と8において合流し、出口18を経て次の工程に入る。同様に環状部空間11'において生成した燃焼ガスあるいは部分酸化による生成ガスは第1図の上部空間11から出口19を経て次の工程に入る。

本発明の方法および装置においては、単一の流動層が内筒および3枚の隔板によつて仕切られているから、温度の高い流動層部分から温度の低い流動層部分へ熱エネルギーが内筒の板および隔板を熱伝導によつて伝達されるので、それだけ熱分解ガス化を助ける効果がある。

第1図～第6図は本発明の一実施態様であるから、本発明はこれらに拘束されることなく、要は内筒を有する単一筒状の容器において、隔

は部分酸化生成ガスはサイクロン型分離器22に入り、分離された粉体は管23、分岐バルブ24を経て必要があれば導입管25によつて一部を環状部空間11'内の流動層、一部を排出管26によつて系外に取り出すことができる。サイクロン型分離器は必ずしも第7図のものに限らず、例えば第8図の例のように内部に設置しても差支えない。

筒状の容器1は下に向つて内径を小さくするものであれば、その形状には制限がなく、またその下部においては必ずしも第1図のようにする必要はなく、例えば第9図のように内筒、筒状容器だけが下方に向つて内径を小さくするものであればよく、また下端附近に27, 27'...、28, 28'... (各1個のみ図示) のように流動化用の気体を送入しても差支えなく、その送入口の形状、数、レベルは任意である。

第1図～第6図は環状の部分の断面積が7'と10'が同じで、11'がその1つの3倍の例であるが、これらの比率はこれに限定されるもので

板を使用することによつて内部の空間を仕切り、その中で濃厚流動化状態にある高温の熱媒体に接触させることにより、固体状、液体状、スラリー状の可燃物質を熱分解ガス化させ、この熱分解ガス化によつて得られる残渣を燃焼あるいは部分酸化することによつて得られる熱によつて熱媒体を加熱し、ついで熱分解ガス化を行なう領域に送入して熱分解ガス化に必要とする熱エネルギーを供給し且つ高温の流動層部分から内筒および隔板の固体壁面を通して伝導により一部の熱エネルギーを供給することを特徴とする固体状、液体状、スラリー状の可燃物質の熱媒体循環による熱分解ガス化方法および装置であれば、その個々の部分が第1図～第6図と異なるものであつても差支えない。

例えば第7図は出口18から出る気体中に粉状固体を含む場合の装置の構成の例を示したのであり、20はサイクロン型分離器、21は粉体を内筒内の流動層8'に戻すための送入口である。同様に出口19から出る燃焼ガスあるいは

はなく、例えば第10図のように7'と11'が同程度のものであつてもよく、その比率は任意である。また内筒は必ずしも同心円筒に限らず、例えば第11図のように偏心していても、第12図のように円筒以外の形状であつてもよい。

原料の送入口は必ずしも第1図のものに限らず、例えば第13図の16のように、流動層の上部に送入してもよい。さらに第14図に示すように筒状容器1の側方から環状部空間7'中にある流動層の内部に直接送入することもできる。

第1図、第4図における流動化用の気体送入口12, 12', 12''... および13, 13', 13''... (各1個のみ図示) は本発明の方法および装置において使用される一例を示したものにすぎず、その形式、数およびレベルは任意であり、例えば第15図のように環状部空間7'と11'に送入する送入口12, 12', 12''... と13, 13', 13''... が別の形式およびレベルにあるものであつても差支えない。

第16図は第1図において示されていない環状部空間10'を示した説明図であり、その下端

において脱泥器15を通し排出管27を設置することができる。これは環状部空間11'の流動層内で燃焼あるいは部分酸化を受け可燃分が殆どないか、あるいはその含有量の少ない残渣を排出するためのものである。また必要によつては環状部空間7'内の流動層部分から残渣を排出させるために27'のような排出管を設置することができる。

第1図、第2図、第7図、第8図の例は固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を熱分解ガス化して発生する高濃度あるいは高カロリーのガスと熱分解ガス化反応の結果として残留する炭素質あるいは炭素質を含有する残渣の空気による燃焼、あるいは炭素質を含む気体によつて部分酸化を行なうことによつて発生する燃焼ガスあるいは水素、一酸化炭素に富む可燃ガスを、例えば出口18と出口19のように別個の出口から取り出す場合を示すものである。本発明は必ずしも上記の場合に限定されず、例えば第7図に示したように内筒の上部に作つた開

口28を通じ流動層上部の空間11と8を連絡し、上記2種類の気体流を筒状容器内で流動層の上部にある空間部分で混合したのち、同一の出口から系外に取り出すことができる。第17図において開口28は必ずしも内筒上部に限定されず、例えば第2図に示す隔板5あるいは6の上部に設置することも差支えない。

以上の説明は環状部空間を略垂直な隔壁を用いて第1、第2及び第3の空間の3個の空間に仕切つた場合について説明した。しかしながら本願発明はこれに限らず、3個以上の空間に仕切つてもよいのは勿論である。例えば第3～6図において隔壁9と同じものを半径方向の反対側に対称的に作ることによつて4個の空間を構成し、同時に隔壁5の下部を第6図で示される構造の30で示される様に切欠いて第1の空間と連通させる構成をとることが出来る。これによつて第3の空間で再生加熱された熱媒体は2つの第2の空間を通つて下降し、第1の空間に両側から送入されて上昇することが可能となる。

本願発明はこの例のような第1、第2及び第3の空間のうちから選ばれた少なくとも一つの空間と同じ作用効果を発揮しうる空間を隔壁の数を増すことによつて作ることには任意であり、当然このような場合も含むものである。

さらにまた本発明においては熱分解ガス化に必要な熱エネルギー源として残渣を燃焼するために空気を使用する場合でも熱分解ガス化した生成ガス中には殆ど窒素を含まないで高濃度の目的製品あるいは高カロリーの可燃ガスを簡単に得ることができる。加熱のために例えば炭素と水蒸気の混合ガスを用いる場合には上記の高濃度の目的製品あるいは高カロリーガスとは別のストリームとして高濃度の水素、一酸化炭素を取り出し、有用な化学工業原料ガスなどとして利用することができる。本発明の方法は公知の熱媒体循環型式の熱分解ガス化方法のように、別々の流動層内に熱媒体を循環する必要はなく、単一の流動層内で熱媒体を安定に循環できるので構造が簡単であるばかりでなく、制御系統が

遙かに簡単になる利点があり、従つて小さな規模においても上記原料の熱分解ガス化を経済的に行なわせることができる。特に広い地域に分散して発生する農林産系廃棄物、バイオマスあるいはプラスチック系廃棄物などは発生地域において局部的に処理する必要があるが、この場合は必然的に小規模の処理量となり、公知の熱媒体循環型熱分解ガス化装置では建設費、運転費が高くなつて経済的利用が困難である。本発明によれば原料可燃物質をすべて高カロリーの可燃ガスに転化できるので、小規模多数の発生源からの可燃物質を経済的にエネルギー化することが可能となる。また石炭などの固体原料を使用する場合には、高濃度、高カロリーの熱分解ガス化生成物を得るだけでなく、同一流動層の他の出口から水素、一酸化炭素に富む有用な原料ガスを製造することができる。

次に実施例により本発明を説明する。

#### 実施例 1

総高が1900mmであり、内径が上方から320mm、

240mm, 180mmと変化する筒状容器からなり、内径が100mmの内筒を有し、第1図と同様を構造である反応装置を用い、乾燥した粉炭を615 Kg/hrの割合で定常的に送入し、熱媒体として平均粒径0.4mmの耐火物粒を濃厚流動層状態で循環させ、外部から電熱によつて加熱して装置からの熱損失を防止しながら下記の条件下で熱分解ガス化反応を行なつた。その結果は下記の通りであつた。

粉 炭	組 成	水分	灰分	揮発分	固定炭素	合計		
	重量%	15.3	12.3	65.9	6.5	100		
	供給速度	615kg/hr						
熱 媒 体	耐火物粒	平均粒径	0.40mm					
		密 度	210g/cm <sup>3</sup>					
操作条件	熱分解ガス化温度	1005℃						
	空気燃焼流動層温度	1050℃						
	熱媒体循環流量	121 kg/hr						
	底部よりの送入気体	窒素ガス	1.63	Nm <sup>3</sup> /hr				
	熱分解ガス化流動層吹込気体							
		窒素ガス	0.36	Nm <sup>3</sup> /hr				
	燃焼流動層吹込空気流量	605 Nm <sup>3</sup> /hr						
実験結果	生成乾ガス量	5.01 Nm <sup>3</sup> /hr						
	組 成	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	合計
	容積%	28.0	37.7	5.3	7.2	2.3	19.5	100
	総発熱量	3028 kcal/Nm <sup>3</sup>						

## 実施例 2

実施例1と同じ装置および熱媒体としてピンチークス粒を用いコンラドソン炭素値8.0%の重質油を装置の側方に設置した噴霧ノズルに

よつて流動層中に連続的に送入して熱分解反応を行なつた。

第 2 表

重 質 油	重質原油 比重	0.883 g/cm <sup>3</sup>
	コンラドソン炭素値	8.0%
	供給速度	215 Kg/hr
操作条件	熱分解流動層温度	802℃
	空気燃焼流動層温度	825℃
	熱媒体ピンチークス粒	平均粒径 0.35 mm
	熱媒体循環流量	85.6Kg/hr
	底部よりの送入水蒸気	1.16Kg/hr
	熱分解流動層への吹込水蒸気	3.12 Kg/hr
	燃焼流動層吹込空気流量	5.80Nm <sup>3</sup> /hr
実験結果	原料油 1Kgあたりの乾ガス発生量	50.4 重量%
	原料油 1Kgあたりの熱分解油発生量	41.5 重量%
	生成物組成	
	成 分	H <sub>2</sub> H <sub>2</sub> S CH <sub>4</sub> C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
	重量%	0.7 0.7 12.1 3.3 18.8 0.2 0.6
	成 分	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> 1-3C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> 他のC <sub>4</sub> 合計
	重量%	9.5 2.7 2.0 50.4

## 実施例 3

実施例1と同じ装置および熱媒体を用い家庭から排出される固形の一般廃棄物を連続的に送入して下表の結果を得た。

第 3 表

固形廃棄物	湿 分	4.9%					
	組 成	無機物	C	H	O	N	S Cl 合計
	(質量基準)						
	重量%	24.5	59.2	5.3	28.0	1.6	1.0 0.4 100
	供給速度	101 Kg/hr					
操作条件	熱分解ガス化温度	700℃					
	空気燃焼流動層温度	815℃					
	熱媒体循環流量	162 Kg/hr					
	底部よりの送入気体	水蒸気 1.51 Kg/hr					
	熱分解ガス化流動層への吹込気体	水蒸気 1.30 Kg/hr					
	燃焼流動層吹込空気流量	61.8 Nm <sup>3</sup> /hr					
実験結果	発生乾ガス量	3.66 Nm <sup>3</sup> /hr					
	乾ガス組成	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	CO	CO <sub>2</sub> 合計
	容積%	18.4	15.1	3.0	10.3	14.0	37.2 100
	真発熱量	4300 kcal/Nm <sup>3</sup>					

## 実施例 4

実施例1と同じ装置を用い、熱媒体として石炭灰の焼結粒を使用して石炭を連続的に送入して熱分解反応を行なった。この際空気の代りに酸素と水蒸気の混合ガスを送入し、燃焼ガスの代りに下表のように水素、一酸化炭素に富むガスを得た。

石炭	太平洋炭 0.13~0.7mm 分布粒徑
組成	灰 C H O N S 合計
重量%	13.0 66.9 5.4 13.1 1.4 0.1 100
総発熱量	6687 kcal/hr (乾炭)
	4.08kg/hr
操作条件	熱分解ガス化温度 600℃
	酸素、水蒸気送入部分酸化流動層温度 950℃
	熱媒体循環流量 155kg/hr
	底部よりの送入気体 水蒸気 1.91kg/hr
	熱分解ガス化流動層への吹込気体
	水蒸気 1.05kg/hr
	部分酸化流動層吹込酸素流量 0.89Nm/hr
	部分酸化流動層吹込水蒸気流量 2.70kg/hr
実験結果	乾ガス 0.437Nm/hr
組成	H <sub>2</sub> CO CO <sub>2</sub> CH <sub>4</sub> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
容積%	20.3 16.3 20.3 24.4 4.1 4.5
組成	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> C <sub>4</sub> 合計
容積%	5.0 1.6 3.5 100
タール	114kg/hr ガス液 0.20kg/hr
総発熱量	7060 kcal/Nm
他の出口から出た合成用原料ガス	3.78Nm/hr
乾ガス組成	H <sub>2</sub> CO CO <sub>2</sub> 合計
容積%	51.4 57.7 10.9 100

## 4. 図面の簡単な説明

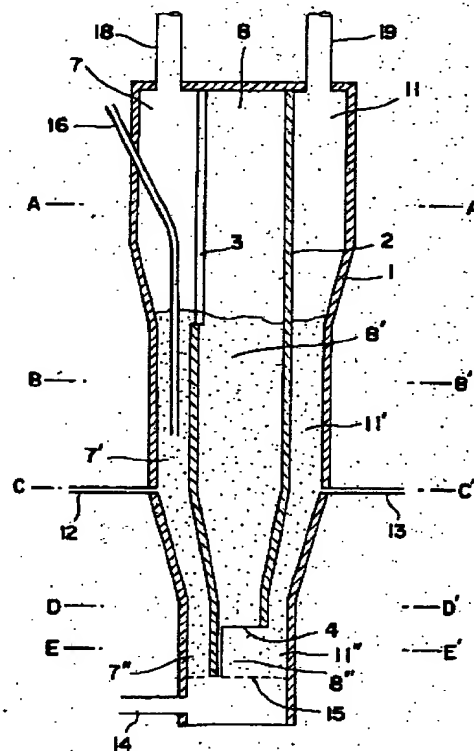
第1図～第6図は本発明の装置の一実施態様を示す図で第1図は垂直縦断面図で第2図～第6図はA-A'～E-E'における各水平横断面図である。第7図～第14図は各部分の他の実施態様を示す図である。

- 1…筒状容器 2…内筒 3、4…開口  
5、6、9…隔板 7、7'、7''、10、10'、10''、11、11'、11''…環状部空間 8、8'、8''…内筒内空間 12、12'、12''…13、13'、13''…14…気体送入口 15…整流器 16…原料送入口 18、19…出口

特許出願人 国井大蔵

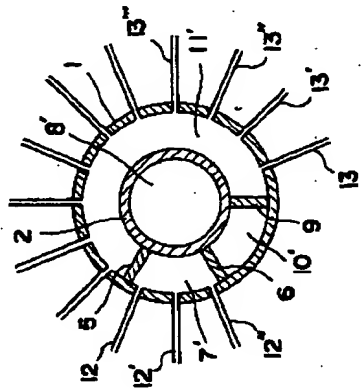
代理人 弁理士 伊東 彰

第1図

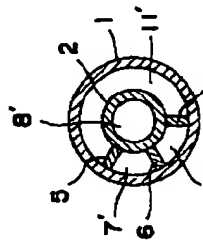




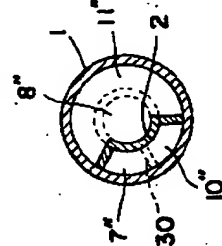
第 4 圖



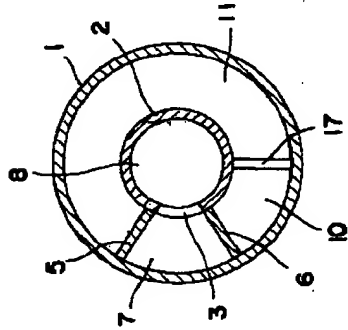
第 5 圖



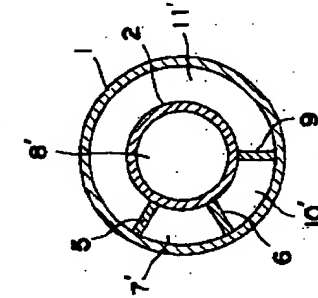
第 6 圖



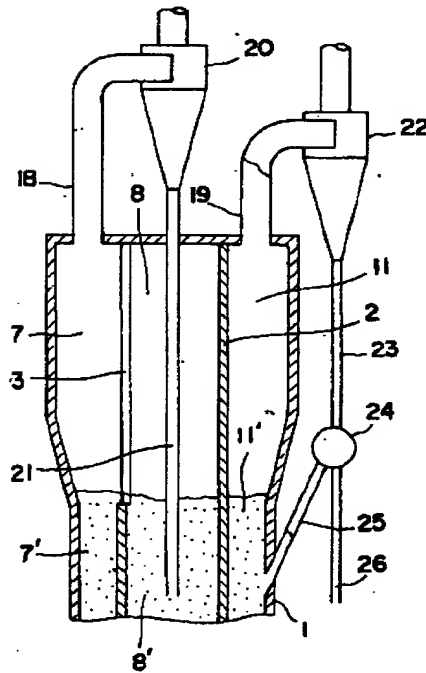
第 2 圖



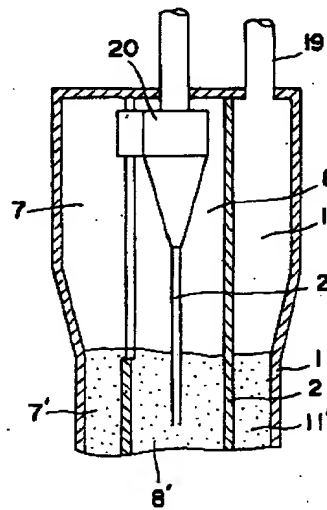
第 3 圖



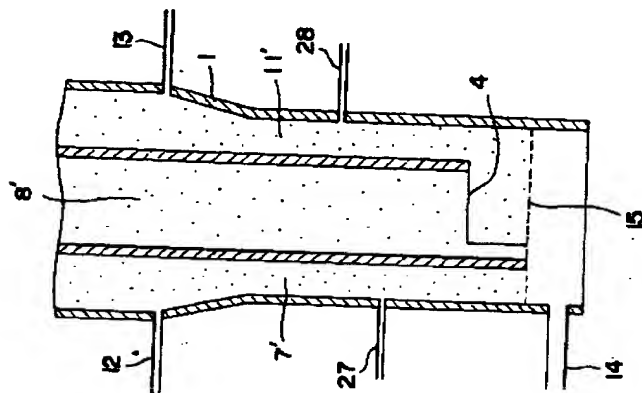
第 7 圖



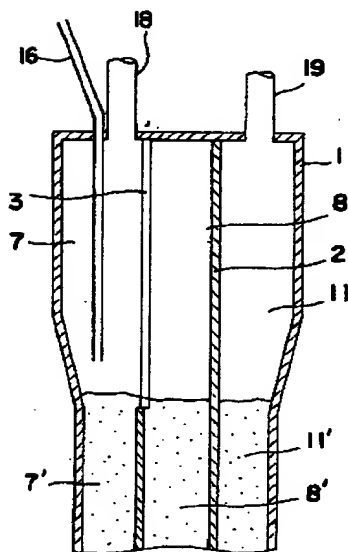
第 8 圖



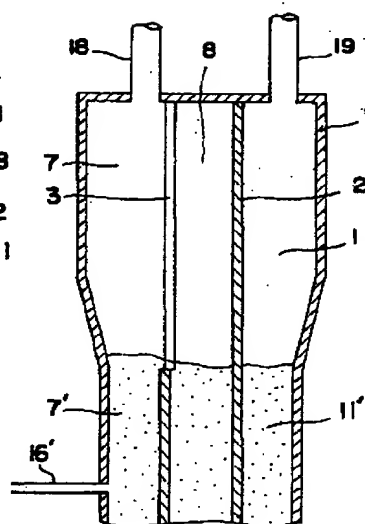
第9圖



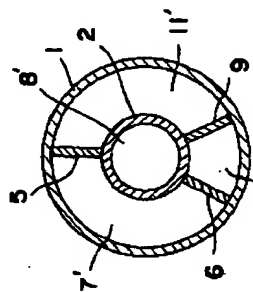
第13圖



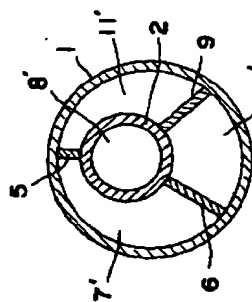
第14圖



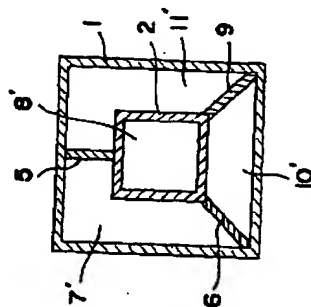
第10圖

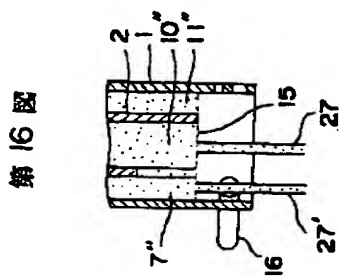
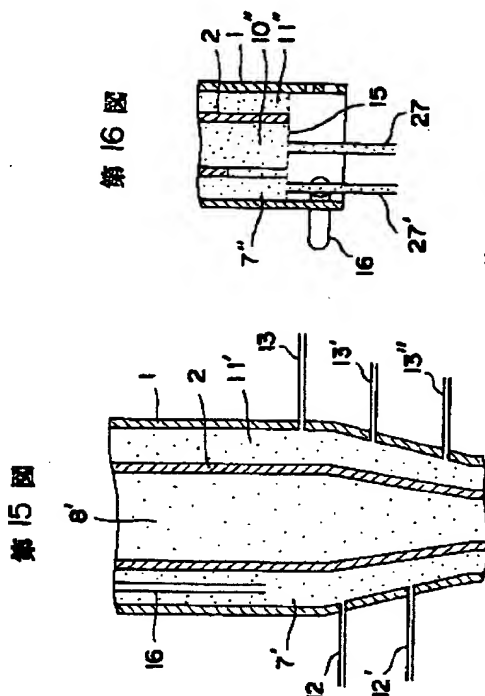


第11圖

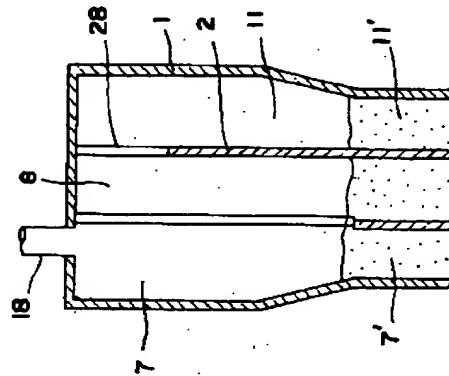


第12圖





第17図



## 手続補正書 (方式)

昭和56年12月2日

特許庁長官 島田春樹殿

## 7. 補正の内容

明細書第29頁第6行目の「示す図である。」の後に「第15図は送入口の他の実施態様を示す図、第16図は環状部空間の説明図、第17図は開口の他の実施態様を示す図である。」を加入する。

## 1. 事件の表示

昭和55年特許願第82181号

## 2. 発明の名称

流動層内で循環する粉粒体を用い可燃物質を熱分解ガス化する装置および方法

## 3. 補正をする者

事件との関係 特許出願人

住所 東京都目黒区中町1-25-16

氏名 国井大蔵

## 4. 代理人 〒101

住所 東京都千代田区神田神保町2丁目4番地

阿部ビル

氏名 弁理士(6984) 伊東 彰

(電話 261-7888)

## 5. 補正命令の日付

昭和56年11月5日

(発送日 昭和56年11月24日)

## 6. 補正の対象 明細書の図面の簡単な説明の欄